

**PRARANCANGAN PABRIK *MONOCHLOROBENZENE* DARI  
*BENZENE* DAN *CHLORINE*  
KAPASITAS 175.000 TON/TAHUN**



**PUBLIKASI ILMIAH**

**Disusun sebagai salah satu syarat menyelesaikan Program Studi Strata 1 pada  
Program studi Teknik Kimia Fakultas Teknik**

**Oleh :**

**ALI MUSTOFA  
D 500 120 034**

**PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA  
FAKULTAS TEKNIK  
UNIVERSITAS MUHAMMADIYAH SURAKARTA  
2016**

## HALAMAN PERSETUJUAN

### PRARANCANGAN PABRIK *MONOCHLOROBENZENE* DARI *BENZENE* DAN *CHLORINE* KAPASITAS 175.000 TON/TAHUN

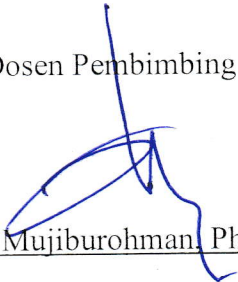
#### PUBLIKASI ILMIAH

Oleh:

ALI MUSTOFA  
D 500 120 034


Telah diperiksa dan disetujui untuk diuji oleh:

Dosen Pembimbing I

  
M. Mujiburohman, Ph.D.

NIK. 794

Dosen Pembimbing II

  
Eni Budiyati, S.T., M.Eng.

NIK. 991

**HALAMAN PENGESAHAN**

**PRARANCANGAN PABRIK *MONOCHLOROBENZENE* DARI *BENZENE*  
DAN *CHLORINE* KAPASITAS 175.000 TON/TAHUN**

**Oleh:**

**ALI MUSTOFA**

**D500 120 034**

**Telah dipertahankan di depan Dewan Penguji**

**Fakultas Teknik**

**Universitas Muhammadiyah Surakarta**

**Pada hari Rabu, 18 Januari 2017**

**Dan dinyatakan telah memenuhi syarat**

**Dewan Penguji :**

**1. M. Mujiburohman, S.T., M.T., Ph.D.**

**(Ketua Dewan Penguji)**

(.....)

**2. Ir. Nur Hidayati, M.T., Ph.D.**

**(Anggota I Dewan Penguji)**

(.....)

**3. Hamid Abdilah, S.T., M.T.**

**(Anggota II Dewan Penguji)**

(.....)



**Dekan Fakultas Teknik,**

**Ir. Sri Sunarjono, Ph.D.**

**NIK. 682**

## PERNYATAAN

Dengan ini saya menyatakan bahwa dalam naskah publikasi ini tidak terdapat karya yang pernah diajukan untuk memperoleh keserjanaan di suatu perguruan tinggi dan sepanjang pengetahuan saya juga tidak terdapat karya atau pendapat yang pernah ditulis atau diterbitkan orang lain, kecuali secara tertulis diacu dalam naskah dan disebutkan dalam daftar pustaka.

Apabila kelak terbukti ada ketidakbenaran dalam pernyataan saya di atas, maka akan saya pertanggungjawabkan sepenuhnya.

**Surakarta, Januari 2017**

Penulis



**ALI MUSTOFA**

**D 500 120 034**

# PRARANCANGAN PABRIK *MONOCHLOROBENZENE* DARI *BENZENE* DAN *CHLORINE* KAPASITAS 175.000 TON/TAHUN

## Abstrak

Prarancangan pabrik *monochlorobenzene* dengan kapasitas 175.000 ton per tahun direncanakan beroperasi selama 330 hari dalam satu tahunnya. Pabrik ini akan didirikan di kawasan industri Cilegon dengan luas tanah 23.000 m<sup>2</sup> dan jumlah karyawan 188 orang. Proses pembuatan *monochlorobenzene* ini dilakukan dalam reaktor *fixed bed multitube* dengan katalis padat *ferric chloride* (FeCl<sub>3</sub>). Reaksi berlangsung pada fase gas-cair dengan *chlorine* berupa gas dan *benzene* berfase cair, *irreversible*, eksotermis, dan beroperasi secara non-adiabatis dan non-isothermal pada suhu reaksi 55-66,47°C dan tekanan 2,36 atm. Kebutuhan bahan baku yang terdiri dari *benzene* dan *chlorine* masing-masing adalah sebanyak 23.065,2427 kg per jam dan 20.924,3393 kg per jam. Sedangkan unit pendukung proses (utilitas) meliputi penyediaan air sebesar 222.475,7106 kg per jam yang diperoleh dari air sungai Cidanau, penyediaan *saturated steam* sebesar 4.117,0966 kg per jam yang diperoleh dari *boiler* dengan bahan bakar *fuel oil* sebanyak 365,79 liter per jam, kebutuhan udara tekan sebesar 50 m<sup>3</sup> per jam. Sumber listrik utama untuk memenuhi kebutuhan listrik diperoleh dari PLN dan *generator set* sebagai cadangan dengan kapasitas 2600 kW. Pabrik *monochlorobenzene* ini menggunakan modal tetap sebesar Rp1.682.070.766.145,00 dan modal kerja sebesar Rp834.499.796.826,00. Analisis ekonomi terhadap pabrik ini menunjukkan keuntungan sebelum pajak Rp849.151.337.971,00 per tahun, setelah dipotong pajak keuntungan mencapai Rp636.863.503.479,00 per tahun. *Percent Return On Investment (ROI)* sebelum pajak 50,09% dan setelah pajak 37,56%. *Pay Out Time (POT)* sebelum pajak selama 1,66 tahun dan setelah pajak 2,10 tahun. *Break Even Point (BEP)* sebesar 45,07%, dan *Shut Down Point (SDP)* sebesar 28,62%. *Internal Rate of Return (IRR)* terhitung sebesar 35,77%. Dari data analisis kelayakan di atas dapat disimpulkan bahwa pabrik *monochlorobenzene* ini layak untuk didirikan.

**Kata Kunci:** klorinasi *benzene*, *monochlorobenzene*, reaktor *fixed bed multitube*.

## Abstract

Preliminary design of *monochlorobenzene* with a capacity of 175,000 tonnes per year is planned to operate for 330 days per year. This plant will be established in Cilegon with a land area of 23,000 m<sup>2</sup> and the number of employees of 188 people. *Monochlorobenzene* is produced from *benzene* and *chlorine* in a *fixed bed multitube* reactor with *ferric chloride* (FeCl<sub>3</sub>) as catalyst. The reaction occurs in the gas-liquid phase where the *chlorine* is gas and *benzene* is liquid, *irreversible*, exothermic, and operated in non-adiabatic and non-isothermal conditions at a temperature range of 55-66.47°C, and pressure of 2.36 atm. The need of raw materials of *benzene* and *chlorine* are 23,065.2427 kg per hour and 20,924.3393 kg per hour, respectively. The utility unit includes the supply of water as much as 222,475.7106 kg per hour, the supply of *saturated steam* of 4,117.0966 kg per hour obtained from the *boiler* with *fuel oil* as much as 365.79 liters per hour, the compressed air of 50 m<sup>3</sup> per hour, and the main power source to meet the needs of electricity obtained from PLN and *generator sets* as backup with a capacity of

2,600kW. The monochlorobenzene plant requires a fixed capital of IDR1,682,070,766,145 and working capital of IDR834,499,796,826. The economic analysis of this plant results in a profit before tax of IDR849,151,337,971 per year, after tax profits of IDR636,863,503,479 per year. The Percent Return On Investment (ROI) before tax is 50.09% and after tax is 37.56%. The Pay Out Time (POT) before tax is 1.66 years and after tax is 2.10 years. The Break Even Point (BEP) is 45.07%, and the Shut Down Point (SDP) is 28.62%. The Internal Rate of Return (IRR) is 35.77%. From the economical analysis, it can be conclude that the monochlorobenzene plant is feasible to set up.

**Keywords:** chlorinated benzene, fixed bed multitube reactor, monochlorobenzene

## **1. PENDAHULUAN**

### **1.1 Latar Belakang Pendirian Pabrik**

*Monochlorobenzene* atau *chlorobenzene* merupakan salah satu bahan kimia yang sering digunakan sebagai bahan baku maupun bahan pendukung dalam industri kimia, beberapa diantaranya digunakan sebagai bahan baku dalam pembuatan nitrobenzene dan sebagai pelarut pada pembuatan herbisida dan diphenil-metan diisosiyanat. Seiring dengan perkembangan industri kimia dunia menyebabkan peningkatan kebutuhan bahan baku maupun bahan penunjang baik secara kualitas maupun kuantitas. Begitu pula di Indonesia, kebutuhan akan bahan-bahan kimia terus meningkat. Namun, hingga saat ini Indonesia masih mengandalkan impor dari negara-negara lain untuk memenuhi kebutuhan. Berdasarkan data dari Badan Pusat Statistika dari tahun ke tahun jumlah impor bahan kimia rata-rata mengalami peningkatan. Begitu pula dengan kebutuhan dan impor *monochlorobenzene*. Diperkirakan pada tahun-tahun yang akan datang akan terus mengalami peningkatan.

### **1.2 Kapasitas Perancangan**

Kebutuhan *monochlorobenzene* di Indonesia mengalami peningkatan. Hal ini menunjukkan bahwa perkembangan industri kimia di Indonesia terus meningkat. Seperti yang terlihat pada data Badan Pusat Statistik Indonesia dari tahun ke tahun mengalami peningkatan impor *monochlorobenzene*. Selain itu, ketersediaan bahan baku sangat mempengaruhi kelangsungan proses dalam suatu pabrik. Bahan baku dalam pembuatan *monochlorobenzene* adalah *benzene* yang diperoleh dari Pertamina UP IV Cilacap, dan *chlorine* yang diperoleh dari PT Asahimas Chemical di kawasan industri Cilegon. Data impor *monochlorobenzene* dapat dilihat pada Tabel 1.

Tabel 1. Data Impor *Monochlorobenzene* Indonesia

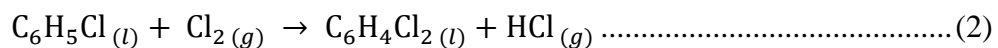
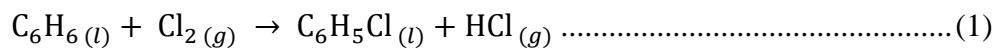
Tahun	Ton/Tahun
2010	229.681,58
2011	443.054,58
2012	414.170,50
2013	374.190,75
2014	398.091,75

(Sumber : BPS Indonesia, 2010-2014)

Berdasarkan data di atas, perancangan pabrik *monochlorobenzene* ini dirancang dengan kapasitas 175.000 ton/tahun.

## 2. DESKRIPSI PROSES

Proses pembuatan *monochlorobenzene* dilakukan pada suatu reaktor *fixed bed multitube* dengan *chlorine* berupa fase gas dan *benzene* berupa fase cair menggunakan katalis padat FeCl<sub>3</sub>. Reaksi yang terjadi adalah sebagai berikut (Coulson and Richardson, 2005):



Reaksi tersebut bersifat eksotermis, *irreversible*, dan beroperasi dengan kondisi non-adiabatis dan non-isothermal pada suhu reaksi 55-66,47°C dengan tekanan 2,36 atm.

### 2.1 Tinjauan Kinetika

Data kinetika untuk reaksi antara *benzene* dan *chlorine* membentuk *monochlorobenzene* adalah sebagai berikut (Bodman, 1968):

$$r_1 = -k_1 \cdot x_B \dots\dots\dots(3)$$

$$r_2 = -k_2 \cdot x_m \dots\dots\dots(4)$$

Keterangan :

$r_1$  = kecepatan reaksi 1 (pers. 1)

$r_2$  = kecepatan reaksi 2 (pers. 2)

$x_B$  = fraksi mol *benzene*

$x_m$  = fraksi mol *monochlorobenzene*

$k_1$  = konstanta kinetika reaksi 1 (pada 55°C) =  $1,00 \times 10^{-4} \text{ s}^{-1}$

$k_2$  = konstanta kinetika reaksi 2 (pada 55°C) =  $0,15 \times 10^{-4} \text{ s}^{-1}$

## 2.2 Termodinamika

Perhitungan tinjauan termodinamika adalah sebagai berikut :

Data harga  $\Delta H_f^\circ$  untuk masing-masing komponen adalah sebagai berikut (Yaws, 1999):

$$\Delta H_f^\circ \text{ C}_6\text{H}_6 = 82.930 \text{ kJ/kmol}$$

$$\Delta H_f^\circ \text{ Cl}_2 = 0 \text{ kJ/kmol}$$

$$\Delta H_f^\circ \text{ C}_6\text{H}_5\text{Cl} = 51.840 \text{ kJ/kmol}$$

$$\Delta H_f^\circ \text{ HCl} = -92.300 \text{ kJ/kmol}$$

$$\Delta H_f^\circ \text{ p - C}_6\text{H}_4\text{Cl}_2 = 23.010 \text{ kJ/kmol}$$

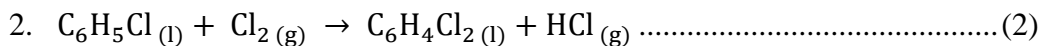
$$\Delta H_f^\circ \text{ o - C}_6\text{H}_4\text{Cl}_2 = 29.960 \text{ kJ/kmol}$$

Untuk reaksi :



$$\begin{aligned} \Delta H_{R1}^\circ (298 \text{ K}) &= \sum \Delta H_f^\circ \text{ produk} - \sum \Delta H_f^\circ \text{ reaktan} \dots\dots\dots (6) \\ &= 51.840 + (-92.300) - (82.930 + 0) \\ &= -123.390 \text{ kJ/kmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta H_{R1} (328 \text{ K}) &= \Delta H_{R1}^\circ (298 \text{ K}) + \sum \Delta H_{\text{produk}} - \sum \Delta H_{\text{reaktan}} \dots\dots\dots (7) \\ &= (-123.390) + (4.639,5803 + 872,6300) - (4.028,1666 + 1.017,9234) \\ &= -122.923,8797 \text{ kJ/kmol} \end{aligned}$$



$$\begin{aligned} \Delta H_{R2}^\circ (298 \text{ K}) &= \sum \Delta H_f^\circ \text{ produk} - \sum \Delta H_f^\circ \text{ reaktan} \dots\dots\dots (6) \\ &= (0,75 \cdot 23.010 + 0,25 \cdot 29.960 + 872,6300) - (51.840 + 0) \\ &= -119.392,5 \text{ kJ/kmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta H_{R2} (328 \text{ K}) &= \Delta H_{R2}^\circ (298 \text{ K}) + \sum \Delta H_{\text{produk}} - \sum \Delta H_{\text{reaktan}} \dots\dots\dots (7) \\ &= (-119.392,5) + (0,75 \cdot 5.561,1220 + 0,25 \cdot 5.647,3635 + 872,6300) - \\ &\quad (4.639,5803 + 1.017,9234) \\ &= -118.594,6913 \text{ kJ/kmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \sum \Delta H_R (328 \text{ K}) &= \Delta H_{R1} (328 \text{ K}) + \Delta H_{R2} (328 \text{ K}) \dots\dots\dots (8) \\ &= -122.923,8797 \text{ kJ/kmol} + -118.594,6913 \text{ kJ/kmol} \\ &= -241.518,5710 \text{ kJ/kmol} \end{aligned}$$

$\sum \Delta H_{\text{Reaksi}}$  bernilai negatif, sehingga reaksi berlangsung secara eksotermis.

Data harga  $\Delta G_f^\circ$  untuk masing-masing komponen adalah sebagai berikut (Yaws, 1999):

$$\Delta G_f^\circ \text{ Cl}_2 = 0 \text{ kJ/kmol}$$

$$\Delta G_f^\circ \text{ C}_6\text{H}_6 = 129.660 \text{ kJ/kmol}$$



$$\begin{aligned}\Delta G_f^\circ \text{ C}_6\text{H}_5\text{Cl} &= 99.160 \text{ kJ/kmol} \\ \Delta G_f^\circ \text{ HCl} &= -95.300 \text{ kJ/kmol} \\ \Delta G_f^\circ \text{ p-C}_6\text{H}_4\text{Cl}_2 &= 77.150 \text{ kJ/kmol} \\ \Delta G_f^\circ \text{ o-C}_6\text{H}_4\text{Cl}_2 &= 82.680 \text{ kJ/kmol}\end{aligned}$$

Untuk reaksi :



$$\begin{aligned}\Delta G^\circ &= \sum \Delta G_{f \text{ produk}}^\circ - \sum \Delta G_{f \text{ reaktan}}^\circ \dots\dots\dots(9) \\ &= 99.160 + (-95.300) - (129.660 + 0) \\ &= -125.800 \text{ kJ/kmol}\end{aligned}$$

$\Delta G^\circ$  pada suhu 298 K memiliki persamaan sebagai berikut:

$$\Delta G^\circ = -RT \ln K_1 \dots\dots\dots(10)$$

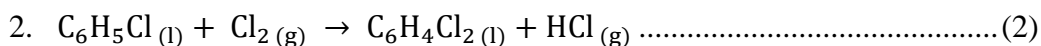
Sehingga konstanta kesetimbangan pada suhu 298 K ( $K_1$ ) dapat dihitung dengan persamaan berikut:

$$\begin{aligned}\ln K_1 &= \frac{-\Delta G^\circ}{RT} \dots\dots\dots(11) \\ &= \frac{-(-125.800)}{8,314 \cdot 298} \\ &= 50,7755 \\ K_1 &= e^{50,7755} \\ &= 1,1260 \cdot 10^{22}\end{aligned}$$

Pada suhu reaksi 55°C (328 K), besarnya konstanta kesetimbangan  $K_2$  dapat dihitung dengan persamaan berikut:

$$\begin{aligned}\ln \frac{K_2}{K_1} &= \left[ -\frac{\Delta H}{R} \right] \left[ \frac{1}{T_2} - \frac{1}{T_1} \right] \dots\dots\dots(12) \\ \ln \frac{K_2}{1,1260 \cdot 10^{22}} &= \left[ -\frac{-122.923,8797}{8,314} \right] \left[ \frac{1}{328} - \frac{1}{298} \right] \\ \ln \frac{K_2}{1,1260 \cdot 10^{22}} &= -4,5379 \\ \frac{K_2}{1,1260 \cdot 10^{22}} &= e^{-4,5379} \\ \frac{K_2}{1,1260 \cdot 10^{22}} &= 0,0107 \\ K_2 &= 1,2043 \cdot 10^{20}\end{aligned}$$

Nilai konstanta kesetimbangan  $K$  sangat besar, sehingga reaksi berjalan searah menuju produk atau *irreversible*.



$$\Delta G^\circ = \sum \Delta G_{f \text{ produk}}^\circ - \sum \Delta G_{f \text{ reaktan}}^\circ \dots\dots\dots(9)$$

$$= 0,75 \cdot 77.150 + 0,25 \cdot 82.680 + (-95.300) - (99.160)$$

$$= -115.927,5 \text{ kJ/kmol}$$

$\Delta G^\circ$  pada suhu 298 K memiliki persamaan sebagai berikut

$$\Delta G^\circ = -RT \ln K_I \dots\dots\dots (10)$$

Sehingga konstanta kesetimbangan pada suhu 298 K ( $K_I$ ) dapat dihitung dengan persamaan berikut:

$$\ln K_I = \frac{-\Delta G^\circ}{RT} \dots\dots\dots (11)$$

$$= \frac{-(-115.927,5)}{8,314 \cdot 298}$$

$$= 46,7908$$

$$K_I = e^{46,7908}$$

$$= 2,0940 \cdot 10^{20}$$

Pada suhu reaksi 55°C (328 K), besarnya konstanta kesetimbangan  $K_2$  dapat dihitung dengan persamaan berikut:

$$\ln \frac{K_2}{K_1} = \left[ -\frac{\Delta H}{R} \right] \left[ \frac{1}{T_2} - \frac{1}{T_1} \right]$$

$$\ln \frac{K_2}{2,0940 \cdot 10^{20}} = \left[ -\frac{-118.594,6913}{8,314} \right] \left[ \frac{1}{328} - \frac{1}{298} \right]$$

$$\ln \frac{K_2}{2,0940 \cdot 10^{20}} = -4,3781$$

$$\frac{K_2}{2,0940 \cdot 10^{20}} = e^{-4,3781}$$

$$\frac{K_2}{2,0940 \cdot 10^{20}} = 0,0125$$

$$K_2 = 2,6278 \cdot 10^{18}$$

Karena nilai konstanta kesetimbangan  $K$  sangat besar yang jauh dari 1, maka reaksi berjalan searah menuju produk atau *irreversible*.

## 1. SPESIFIKASI ALAT

### 3.1 Reaktor

Kode	: R-110
Fungsi	: Tempat berlangsung reaksi antara <i>benzene</i> dan <i>chlorine</i> membentuk <i>monochlorobenzene</i> dengan katalis $\text{FeCl}_3$
Jenis reaktor	: <i>Fixed bed multitube</i>
Kondisi Operasi	: T = 55-66,47°C ; P = 2,36 atm
Katalis	: $\text{FeCl}_3$
Material tube	: <i>Stainless Steels SA 167 type 304</i>
Material shell	: <i>Plate Carbon Steels SA 285 Grade C</i>

Diameter *tube* (ID) : 1,37 in  
 Diameter *tube* (OD): 1,5 in (BWG 16)  
 Tinggi *tube* : 24 ft (7,32 m)  
 Jumlah *tube* : 671 *tube*  
 Diameter *shell* (ID) : 1,2957 m  
 Tebal *shell* : 5/16 in  
 Diameter *shell*(OD): 1,31 m  
 Jenis *head* : *Flanged and Dished Heads (Torispherical)*  
 Tinggi *head* : 0,32 m  
 Tebal *head* : 5/16 in  
 Tinggi reaktor : 7,89 m

### 3.2 Separator

Kode : D-130  
 Fungsi : Tempat memisahkan gas dan cair keluaran reaktor  
 Jenis : Horisontal drum  
 Kondisi operasi :  $T = 66,47^{\circ}\text{C}$  ;  $P = 2,36 \text{ atm}$   
 Material : *Stainless Steels SA 167 type 304*  
 Diameter : 1,6459 m  
 Tebal drum : 5/16 in  
 Panjang drum : 4,9378 m  
 Jenis *head* : *Flanged and Dished Heads (Torispherical)*  
 Tinggi *head* : 0,1922 m  
 Tebal *head* : 7/16 in  
 Diameter total : 1,6618 m  
 Panjang separator : 5,7675 m  
 Hold up volume : 5,2503 m<sup>3</sup>  
 Hold up time : 10,0756 menit (minimal 10 menit)

### 3.3 Absorber

Kode : D-110  
 Fungsi : menyerap HCl dengan air  
 Jenis : *Packing*  
 Kondisi operai :  $T = 33,2^{\circ}\text{C}$  ;  $P = 2,36 \text{ atm}$

Material : *Stainless Steels SA 167 type 304*  
 Diameter : 1,2958 m  
 Tebal *shell* : 5/16 in  
 Tinggi *shell* : 9,8738 m  
 Jenis *head* : *Flanged and Dished Heads (Torispherical)*  
 Tinggi *head* : 0,2989 m  
 Tebal *head* : 7/16 in  
 Tinggi absorber : 10,4716 m  
 Jenis packing : *Intalox Sadle*  
 Bahan : *Ceramic*  
 Ukuran : 50 mm

### 3.4 Menara Distilasi

Tabel 2. Spesifikasi Menara Distilasi

Spesifikasi	Menara Distilasi 1	Menara Distilasi 2
Kode	D-220	D-221
Fungsi	Memisahkan <i>Benzene</i> untuk <i>direcycle</i>	Memisahkan produk MCB dan DCB
Jenis	<i>Tray Column</i>	<i>Tray Column</i>
Material	<i>Carbon Steels SA 285 Grade C</i>	<i>Carbon Steels SA 285 Grade C</i>
Tekanan operasi	1 atm	1 atm
Suhu <i>Top</i>	80,40 °C	132,59 °C
Suhu <i>Bottom</i>	139,09 °C	175,26 °C
Diameter ( <i>OD</i> )	1,2395 m	1,9388 m
Tebal <i>Shell</i>	5/16 in	5/16 in
Jenis <i>Head</i>	<i>Flanged and Dished Heads (Torispherical)</i>	<i>Flanged and Dished Heads (Torispherical)</i>
Tinggi <i>head</i>	0,2840 m	0,4097 m
Jenis plat	<i>Sieve Tray</i>	<i>Sieve Tray</i>
Efisiensi plat	54,81 %	52,66 %
Jumlah plat aktual	50	40
<i>Plate spacing</i>	0,45 m	0,45 m
<i>Feed plate</i>	Plat ke-6 dari atas	Plat ke 27 dari atas
Tinggi Menara	22,6179 m	18,3521 m

### 3. UNIT PENDUKUNG PROSES

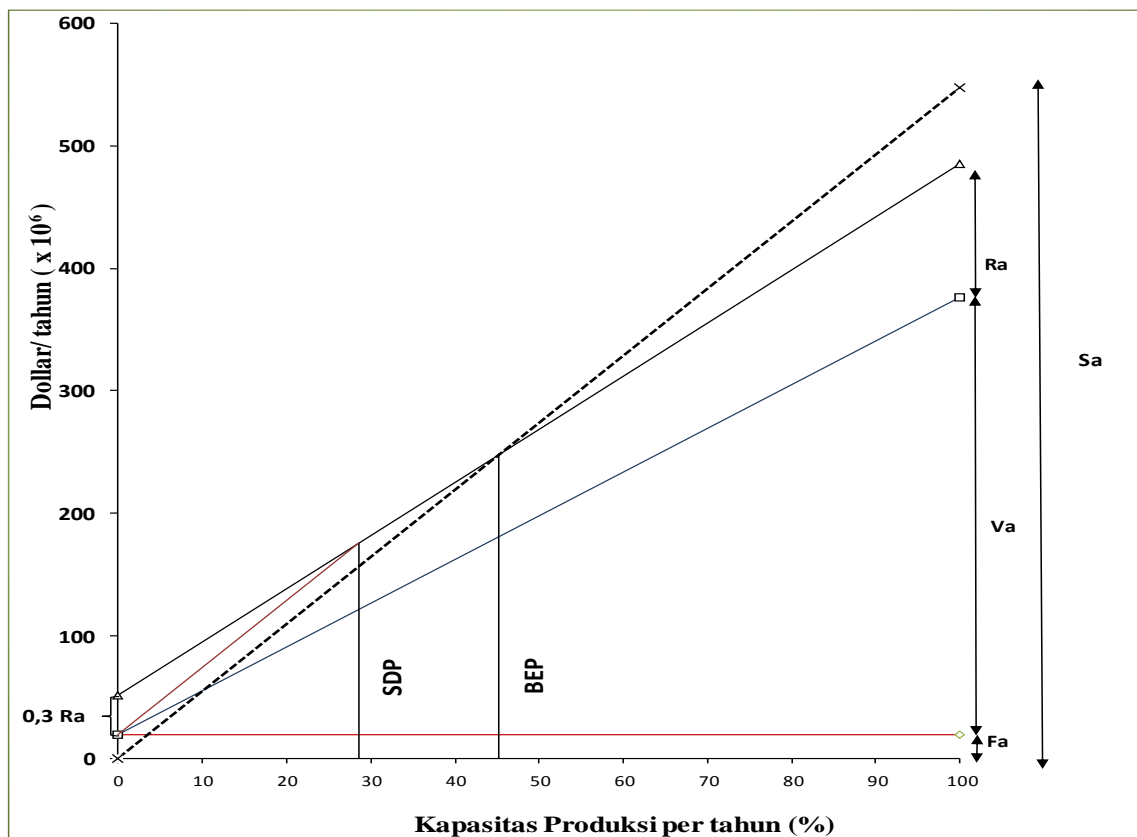
Unit pendukung proses (utilitas) meliputi penyediaan air sebesar 222.475,7106 kg per jam, penyediaan *saturated steam* sebesar 4.117,0966 kg per jam yang diperoleh dari *boiler* dengan bahan bakar *fuel oil* sebanyak 365,79 liter per jam, kebutuhan udara tekan sebesar 50 m<sup>3</sup> per jam, sumber listrik utama untuk memenuhi kebutuhan listrik diperoleh dari PLN dan *generator set* sebagai cadangan dengan kapasitas 2600 kW.

### 4. MANAJEMEN PERUSAHAAN

Pabrik *monochlorobenzene* yang akan didirikan, direncanakan berbentuk Perseroan Terbatas (PT) yang berlokasi di Cilegon, Banten dengan luas tanah 23.000 m<sup>2</sup> dan jumlah karyawan 188 orang dan dengan status perusahaan swasta.

### 5. ANALISIS EKONOMI

Analisis ekonomi berfungsi untuk mengetahui layak tidaknya suatu pabrik yang akan didirikan dan besaran keuntungan maupun kerugian yang akan didapat. Pabrik yang akan didirikan ini dievaluasi pada tahun 2020. Harga-harga alat maupun harga-harga lain diperhitungkan pada tahun analisis.



Keterangan:

Fa : Fixed manufacturing cost

*Va* : Variable cost  
*Ra* : Regulated cost  
*Sa* : Sales  
*SDP* : Shut Down Point  
*BEP* : Break even point

Gambar 1. Grafik Analisis Ekonomi

## 6. KESIMPULAN

Hasil analisis ekonomi adalah sebagai berikut:

- ◆ Keuntungan yang diperoleh:  
Keuntungan sebelum pajak Rp849.151.337.971,00  
Keuntungan setelah pajak Rp636.863.503.479,00
- ◆ *Return on Investment* (ROI):  
Presentase ROI sebelum pajak sebesar 50,09% dan ROI setelah pajak sebesar 37,56%. ROI untuk pabrik beresiko rendah dan tinggi masing-masing minimal 11% dan 44%
- ◆ *Pay Out Time* (POT):  
POT sebelum pajak selama 1,66 tahun dan POT setelah pajak selama 2,10 tahun.  
POT untuk pabrik beresiko rendah dan tinggi masing-masing maksimal 5 tahun dan 2 tahun
- ◆ *Break Event Point* (BEP) pada 45,07%, dan *Shut Down Point* (SDP) pada 28,62%.  
BEP untuk pabrik kimia pada umumnya adalah 40-60%, dan SDP 20-30%.
- ◆ *Internal Rate of Return* (IRR) sebesar 35,77%, lebih besar dari bunga bank deposito 7% (Bank Bukopin)

Dari data analisis kelayakan di atas dapat disimpulkan bahwa pabrik *monochlorobenzene* ini layak untuk didirikan.

## DAFTAR PUSTAKA

- Aries, R.S., and Newton, R.D., 1955, *Chemical Engineering Cost Estimation*, Mc. Graw Hill Book Company, New York.
- Badan Pusat statistik, 2015, Statistik Perdagangan Luar Negeri.
- Branan, C.R., 2002, *Rules of Thumb for Chemical Engineer*, Gulf Publishing, United States of America
- Brown, G.G., 1950, *Unit Operations*, John Wiley and Sons, Inc., New York.

- Brownell, L.E. and Young, E.H., 1979, *Process Equipment Design*, John Wiley and Sons, Inc., New York.
- Bodman, Samuel.W., 1968, *The Industrial Practice of Chemical Process Engineering*, MIT Press, England
- Coulson, J.M. and Richardson, J.F., 2005, *Chemical Engineering*, 4<sup>th</sup> ed, vol 6., Elsevier Butterworth-Heinemann, Linacre House, Jordan Hill, Oxford.
- Faith, W.L., Keyes, D.B., and Clark, R.L., 1957, *Industrial Chemistry*, John Wiley and Sons, London.
- Fessenden,R.J. dan J.S. Fessenden., 1999, *Kimia Organik*, Jilid 1, Terjemahan Aloysius Hadyana Pudjaatmaka, Erlangga, Jakarta.
- Fogler, H.S., 2006, *Elementary of Chemical Reaction Engineering*, 3<sup>th</sup> ed., Prentice-Hall, Engle Cliffs., NJ
- Holman, J.P., 2010, *Heat transfer.*, 10<sup>th</sup> ed, Mc. Graw-Hill Companies, Inc., New York.
- Kern, D.Q., 1950, *Process Heat Transfer*, Mc. Graw-Hill International Book Company Inc., New York.
- Kirk, R.E. and Othmer, D.F., 1983, *Encyclopedia of Chemical Technology* 4<sup>rd</sup> ed., Vol. 6, The Inter Science Encyclopedia, Inc., New York.
- Levenspiel, O., 1972, *Chemical Reaction Engineering* 2<sup>nd</sup> ed., John Wiley and Sons, Inc., Toronto.
- Mas'ud., Fuad, 2004, *Survai Diagnosis Organisasional Konsep & Aplikasi*, Badan Penerbit Universitas Diponegoro, Semarang
- Mc.Ketta, J.J., and Cunningham W.A., 1993, *Encyclopedia of Chemical Processing and Design*, Marcel Dekker, Inc., New York.
- Perry, R.H. and Green, D.W., 2007, *Perry's Chemical Engineers' Handbook* 8<sup>th</sup> ed., Mc. Graw-Hill Book Company, New York.
- Peters, M.S. and Timmerhaus, K.D., 2003, *Plant Design and Economic for Chemical Engineering* 5<sup>th</sup> ed., Mc. Graw-Hill International Book Company Inc., New York.
- Rase, H.F., and Holmes, J. R., 1977, *Chemical Reactor Design for Process Plant*, Volume One : Principles and Techniques, John Wiley and Sons, Inc., New York.
- Reid, R. C., Praustniz, J. M., and Poling, B. E., 1987, *The Properties of Gases and Liquids* 4<sup>th</sup> ed., Mc-Graw Hill Book Co., New York.
- Riawan, 1990, *Kimia Organik*, Bina Rupa Aksara, Jakarta

- Severn, W.H., Degler, H.E., and Miles, J.C., 1954, *Steam, Air and Gas Power*, 5<sup>th</sup> ed., John Wiley and Sons inc., New York
- Smith, J.M., 1985, *Chemical Engineering Kinetics* 5<sup>th</sup> ed., Mc. Graw-Hill Book Company, Singapore.
- Smith, J.M. and Van Ness, H.C., 1987, *Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics* 4<sup>th</sup> ed., Mc. Graw-Hill Book Co., New York.
- Ulrich, G.D., 1984, *A Guide to Chemical Engineering Process Design and Economics*, John Wiley and Sons, Inc., New York..
- Widjaja., G dan Yani., A, 2003, *Perseroan Terbatas*, Raja Grafindo Persada, Jakarta
- Yaws, 1999, *Thermodynamic and Physical Properties Data*, Mc. Graw Hill Book Co., Singapore.
- Zamani, 1998, *Manajemen*, Badan Penerbit IPWI, Jakarta